

톱밥의 熱分解를 위한 Rotary Kiln의 modelling에 관한 研究

金志同 · 崔益綬 · 李輔成*

韓國動力資源研究所 *忠南大學校 化工科

(1983년 8월 27일 접수, 1983년 10월 10일 채택)

A Modelling Study on the Pyrolysis of Saw-dust in a Rotary Kiln

J. D. Kim, I. S. Choi & B. S. Lee*

Korea Institute of Energy & Resources

**Chung Nam National University*

(Received 27 August 1983 ; Accepted 10 October 1983)

요약

본연구는 톱밥의 열분해를 위한 Rotary Kiln의 기본설계문제와 조작조건을 논의하였다. 특히 Rotary Kiln내에서 고체반응물질의 평균체류시간과 혼합도의 關係式을 얻었으며 그결과 체류시간은 원료투입량에 무관함을 발견하였고 가장혼합도가 좋은 回轉數는 120rpm이었다. Axial dispersion model을 적용하여 熱分解溫度에 따른 必要한 Rotary Kiln의 길이를 予見하도록 하였다.

Abstract—A study on the fundamental design of the rotary kiln and the operational techniques of the kiln for the pyrolysis of saw dust was carried out.

The emphasis of this study was placed on the relationship between the mean residence time and mixing degree of the solid reactant in the rotary kiln. It was found that the mean residence time of the solid was independent with the feed rate, and the highest mixing degree was obtained at rotational speed of 120 rpm.

With the Axial Dispersion Model, the optimum lengths of the rotary kiln with different reaction temperatures were predicted for the pyrolysis.

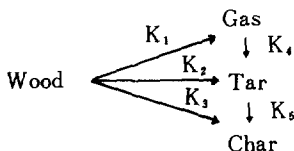
1. 序論

Rotary Kiln (reactor)은 間接加熱의 制御가 容易하고 供給原料를 轉倒(tumbling)시킴으로써 外部加熱된 壁과 週期的으로 接觸케하여 熱傳達를 돕는 長點이 있기때문에 [1]最近에는 廢棄物處理 및 代替에너지 開發을 위한 Biomass-Pyrolysis用으로도 應用試圖되었으나, 아직 適正技術이 未開發狀態에 있다 [2].

시멘트 製造用, 或은 乾燥用 Rotary Kiln에 對해서는 많이 研究된바 있으나 [3] Biomass를 處理할 수 있는 Kiln에 對한 設計資料가 아직 報告된바 없다.

Biomass로 부터 可燃性가스를 얻기 위해서 Gasification이나 pyrolysis를 하는데 後者は 生成氣體量은 적지만 Oil이나 限定된 量의 良質의 氣體를 生成하며, 이를 精製, 貯藏, 長距離輸送할 수 있는 장점이 있어 興味를 준다 [1].

一般으로 Biomass의 pyrolysis는 原料의 構造와 pyrolysis의 方法에 따라서 多樣한 生成物을 준다. 特히 木材의 pyrolysis는 다음과 같은 複合反應으로 일어난다. [4]



即, 競爭的인 熱分解經路는 3개의 平行反應(K_1 , K_2 , K_3)과 2개의 連續的인反應(K_4 , K_5)으로 된 複合反應이다. 따라서, 이런 熱分解反應은 單純한 Rate law에 의해서 記述될 수 없기때문에, Single wood particle의 熱分解동안에 일어난는 物理的 現象을 考慮한 몇가지 model이 제의되었다 [5]. 그러나 實際反應器에 이와같은 model의 應用에 있어서 可靠性은 關係되는 媒介變數(Porosity, reaction heat thermal conductivity heat capacity, Kinetic parameter 등)의 數值情報가 없기때문이다.

Pyrolysis reactor內에서 單一粒子的 舉動을 觀察하기란 어렵다. 가장 單純한 Flow pattern은 perfect mixing의 CSTR와 Zero-mixing의 PFR이다. 이들 사이에 中間混合을 주는 Recycle reactor가 있

으며 Rotarg Kiln의 物質輸送을 微視的으로 보면 一種의 Recycle reactor처럼 舉動한다고 볼수 있다. 反應器內의 混合은 反應次數가 큰反應일 수록 伝化率에 効率的이며 Product distribution의 selectivity에 영향을 준다 [6]. Biomass Pyrolysis에 固体触媒를 使用하여 methanation할 경우는 混合이 重要하다.

따라서 本研究는 Biomass가운데 比較的 粒도가 均一한 톱밥을 使用하여 Kiln內 固体粒子들의 flow pattern을 觀察하기 위해 Visual experiment를 遂行했고 Tracer를 投入하여 混合度를 測定하였다.

a) Rotary Kiln 內의 物質移動의 model.

Fig 1과 같이 Kiln의 回轉에 의한 遠心力과 傾斜에 의한 重力에 의해서 物質이 移動된다. 停止狀態에 있는 Kiln의 內容物의 斷面을 A-A라고 하면 回轉時에는 B-B로 移動될 것이다. 이때 傾斜에 의해서 B點에 있는 粒子는 C點으로 굴러 떨어진다. 오래동안 相似則에 의해서 物質의 移動速度 v_p 는

$$v_p \sim D \cdot N \cdot f(\alpha, \beta) \quad (I)$$

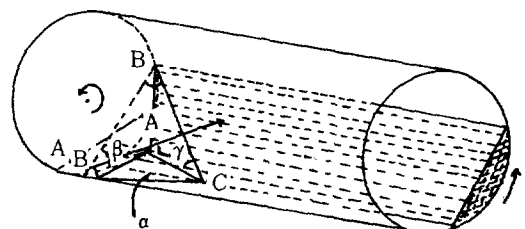


Fig. 1. Schematic flow model of rotary kiln

의 函數關係를 갖고 있다고 믿어왔다. [7] D는 內徑, N는 回轉速度, α 는 傾斜角 β 는 미끄럼角이다. 角 γ 의 最大條件은 $\tan \gamma = \frac{\sin \alpha}{\sin \beta}$ 이다. [8] 그러나 이 關係

는 單純히 幾何學的 相似則이고 實際와는 맞지 않는다. 더구나 原料投入量이 많아지면 더욱 틀려진다. 그래서 몇가지 次元解析이 제시되었는데, S-ablotny [9]의 解析은 興味를 끈다.

$$\frac{v_p^2}{D \cdot g} = \phi_1 \left(\frac{D \cdot N^2}{g}, \frac{a}{\beta} \right) \quad (\text{II})$$

단 $v_p^2/D \cdot g$ 는 물질·動的 Froud Number이며 $\frac{D \cdot N^2}{g}$ 은 Kiln회轉의 Froud Number이다. 그런데 式(2)에는 물질의 充填率에 관한 關係가 없기때문에, 이를 考慮한 無次元式을 보면

$$\frac{a}{\pi D^2/4} = \phi_2 \left(\frac{M}{ND^3}, \frac{a}{\beta} \right) \quad (\text{III})$$

단 a 는 Kiln斷面의 물질이 차지한 面積, M 은 물질의 供給量이다. $\frac{a}{\pi D^2/4}$ 는 充填率이 된다. Kiln의 Froud Number, $\frac{ND^3}{g}$ 는 充填率과 全然 無關係로 생각된것이 약간 問題된다. 따라서 本研究에는 이 問題를 取扱할것이다.

b) Axial Dispersion Model의 應用.

Rotary Cylinder內에 물질移動을 記述하기 위해서, 或은 motionless mixer의 解析에도 자주軸方向 分散모델이 여러가지 形態와 假定을 가지고 應用되고 있다[10]. 그런데 本實驗에서는 Kiln內에서 化學反應이 일어남으로, 이를 함께 考慮해야 한다.

Kiln의 길이를 L , 斷面을 A 라 하고, pyrolysis를 1次反應[11]이라고 하면 그의 速度係數는 $K[s^{-1}]$ 이다. feeding의 流速을 $\dot{v}[cm/s]$, feed의 初濃度 C° (TGA分析에 의하면 一次熱分解동안에 約80%의 重量減小이 일어난다[11]. 이를 初濃도를 取한것이다. Diffusivity(=Dispersivity)或은 混合係數, $D[m^2/s]$ 는 一定하다고 할때, L 에 따른 函數로서 C 의 變化를 決定하면 Kiln의 設計資料를 얻을 수 있다. 이때 假定은 反應時 反應物質의 體積變化는 無視하고 定常狀態로 操作된다고 한다. 다음 Fig 2에, Kiln內에서 일어나는 變化에 따라 予熱領域, 反應領域 및 冷却領域으로 区分하였다.

反應領域內 x 距離에 δx 되는 element를 考慮하여 予熱領域과 反應領域에 있어서 各各 物質收支式을 세우고 定理하면

$$-D \frac{\partial^2 C'}{\partial x^2} - \dot{v} \frac{\partial C'}{\partial x} = \frac{\partial C'}{\partial t} \quad 0 \leq x \leq L' \quad (1)$$

$$-D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} - \dot{v} \frac{\partial C}{\partial x} - KC = \frac{\partial C}{\partial t} \quad L' \leq x \leq L \quad (2)$$

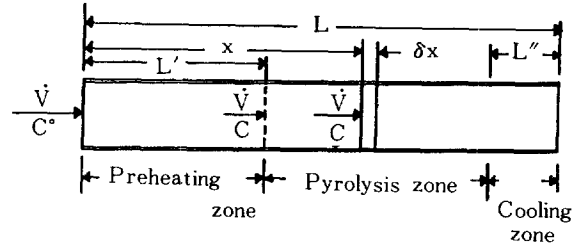


Fig. 2. Rotary kiln analysis

定常狀態일때 Accumulation term은 零이됨으로, 各各의 一般解는

$$C' = \alpha + \beta \exp\left(-\frac{\dot{v}}{D} x\right) \quad (3)$$

$$C = A \exp\left[-\frac{\dot{v}}{2D} (1-a)x\right] + \beta \exp\left[-\frac{\dot{v}}{2D} (1+a)x\right] \quad (4)$$

$$a = \left(1 + \frac{4DK}{\dot{v}^2}\right)^{1/2} \quad (5)$$

式(5)에서 a 값이 實數인 범위에서 다음의 境界條件을 適用한다.

$$x=0 \text{ 일때 } C' = C^\circ$$

$$x=L' \text{ 일때 } C' = C$$

$$x=L' \text{ 일때 } \frac{dC'}{dx} = \frac{dC}{dx} \quad (6)$$

$$x=L \text{ 일때 } \frac{dC}{dx} = 0$$

이상의 境界條件을 適用하여 얻은 式들을 matrix Form으로 쓰면

$$\begin{bmatrix} 1 - \exp\left[-\frac{\dot{v}}{D} L'\right] \exp\left[-\frac{\dot{v}}{2D} L (1-a)\right] \\ \exp\left[-\frac{\dot{v}}{2D} L' (1+a)\right] \\ 2 - (1-a) \exp\left[\frac{\dot{v}}{2D} L' (1+a)\right] - \\ (1+a) \exp\left[\frac{\dot{v}}{2D} L' (1-a)\right] \\ 0 \quad 1-a \quad (1+a) \exp\left[\frac{\dot{v}}{D} L a\right] \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \beta \\ A \\ B \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} C^\circ \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix} \quad (7)$$

식(7)을 Gaussian elimination을 하고, 이로부터 一般解 α, β, A 및 B 를 求한다.

$$B = \frac{-1 + \exp\left(\frac{\dot{v}}{D}La + \frac{\dot{v}}{2D}L'(1+3a)\right) + \frac{1+a}{1-a}}{1 + \frac{1-a}{1+a}\exp\left(\frac{\dot{v}}{D}La - \frac{\dot{v}}{2D}L'(3-a)\right)} \quad (8)$$

$$A = \frac{1}{1 + \frac{1-a}{1+a}\exp\left(\frac{\dot{v}}{D}L'\right)} \left\{ \frac{2C^\circ}{1+a}\exp\left[\frac{\dot{v}}{2D}L'(1-a)\right] - \exp\left[\frac{\dot{v}}{D}L'(1-a) - \frac{1-a}{1+a}\exp\left(-\frac{\dot{v}}{D}L'\right)\right] \right. \\ \left. + \frac{\exp\left[\frac{\dot{v}}{D}La + \frac{\dot{v}}{2D}L'(3+a)\right] \left[1 + \frac{1+a}{1-a}\exp\left(\frac{\dot{v}}{D}L'\right)\right]}{1 + \frac{1+a}{1+a}\exp\left[-\frac{\dot{v}}{D}L'\right]} \right. \\ \left. + \frac{\frac{1-a}{1+a}\exp\left[\frac{\dot{v}}{D}La + \frac{\dot{v}}{2D}L'(3a-1)\right] + \frac{1+a}{1-a}}{1 + \frac{1-a}{1+a}\exp\left[\frac{\dot{v}}{D}La - \frac{\dot{v}}{2D}L'(5-a)\right]} \right\} \quad (9)$$

$$\beta = \frac{1}{1 - \exp\left[-\frac{\dot{v}}{D}L'\right]} \left\{ C^\circ - A \exp\left[-\frac{\dot{v}}{2D}L'(1-a)\right] - B \exp\left[-\frac{\dot{v}}{2D}L'(1+a)\right] \right\} \quad (10)$$

$$\alpha = C^\circ - \beta \\ = \frac{1}{1 - \exp\left(\frac{\dot{v}}{D}L'\right)} \left\{ C^\circ - A \exp\left(-\frac{\dot{v}}{2D}L'(1-a)\right) + B \exp\left(-\frac{\dot{v}}{2D}L'(3+a)\right) \right\} \quad (11)$$

이상의 α, β, A 및 B 를 식(3)과(4)에 代入하여 Reactor內的 軸方向 位置에따른 各濃度 C' (예열지대의 농도)와 C (열분해지대에서의 농도)를 計算할 수 있다. 단 a 는 식(5)로부터 求한다. 그리고 D 를 求하기 위해서는 다음과 같이 計算하였다.

C) Dispersion Coefficient, 或은 混合係數, D 化學反應이 없을때의 式(1)에 無次元群 $Z = \frac{x}{L}$ 를

代入하면

$$\frac{d^2C'}{dZ^2} + \frac{\dot{v}L'}{D} \cdot \frac{dC'}{dZ} = 0 \quad (12)$$

$$\text{一般解는 } C' = Ae^{BoZ} + C \quad (13)$$

$$\text{단 } Bo = \frac{\dot{v}L'}{D} \quad (14)$$

式(13)의 A 와 C 의 값은 장치의 境界條件으로 부터 決定되어야할 상수이나, 이것은 求하기 위해서는 네 개의 地点 Z_1, Z_2, Z_3, Z_4 에서 各tracer의 濃度 C_1, C_2, C_3, C_4 를 측정하여 다음식(15)에 의해서 Bo 를 求했다.

$$\text{Point 1 ; } C'_1 = Ae^{-BoZ_1} + C$$

$$\text{Point 2 ; } C'_2 = Ae^{-BoZ_2} + C$$

$$\text{Point 3 ; } C'_3 = Ae^{-BoZ_3} + C$$

$$\text{Point 4 ; } C'_4 = Ae^{-BoZ_4} + C$$

$$\frac{C'_3 - C'_1}{C'_1 - C'_2} = \frac{e^{-BoZ_3} - e^{-BoZ_4}}{e^{-BoZ_1} - e^{-BoZ_2}} \quad (15)$$

d) 平均滯留時間과 混合度

間便하게 하기위해서 bulk material의 平均滯留時間 \bar{t} 를 直接裝置內에서의 滯留量 (gr.)을 原料의 投入速度 (gr/min)로 나눈 값으로 求하였다. 그러나 原料의 不均一性和 不規則한 移動으로 實際 個別滯留時間 \bar{t} 보다는 \bar{t} 가 항상 크다.

Rotary Kiln內에서 原料物質의 混合은 半徑方向과 軸方向分散에 의해서 일어나는데 그 混合度を 어떤 指數로 나타낼 必要가 있다. 本實驗에서는 Visual experiment의 長點을 利用하여 다음과 같이 混合度を 定義하였다.

$$\text{Mixing degree} = \frac{N_{\text{tracer}} \times L_{\text{tracer}}}{N_{\text{tracer}} \times L_{\text{total}}}$$

여기서 L_{total} 은 Kiln의 入口로부터 1m 떨어진 地點을 基準으로 하여 이地點을 마지막 tracer가 通過하였을때 Kiln의 回轉을 中止시킨후 첫번째 通過한

trace와 Kiln入口까지의 距離를 나타내며, Ltracer는 첫번 通過한 tracer와 마지막으로 通過한 tracer와의 距離, 즉 tracer가 分布되어 있는 區間の 길이를 意味한다. Ntracer는 投入된 tracer의 數를 나타낸다. 따라서 위式에서 求한 混合度는 CSTR의 完全混合度를 1, PFR의 混合度를 零으로 기준하여 나타낸 값이라고 볼 수 있다.

II. 實驗

a) 試料

本實驗에서 原料로 使用한 試料는 肉松 톱밥으로서 0.84~1.19mm사이의 均一한 크기를 갖도록 切削한 후 105℃에서 하루밤 乾燥하여 水分含量을 2%以下 되도록 하였다. 乾燥된 톱밥의 bulk density는 0.15g/cm³였다. Tracer도 同一한 粒子크기의 톱밥을 着色하여 乾燥시켜 같은 物性を 갖도록 하였다.

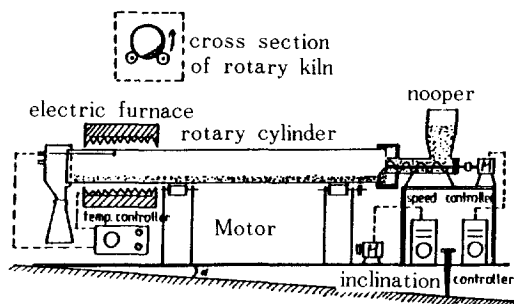


Fig. 3. Visual experimental apparatus of rotary kiln

b) 實驗裝置

Fig 3에 나타낸바와 같이 pyrex glass管(6cm ϕ 150cm 길이)을 $\frac{1}{8}$ 馬力の D. C. motor를 利用하여 回轉하는 4개의 고무로러와의 마찰에 의하여 回轉도록 하였고 푸리를 使用하여 回轉數를 조절하도록 하였다. 傾斜度는 裝置全体가 들리도록 하여 變化시켰다. Feeder는 커피自動판매기에 쓰이는 spring式-screw feeder를 改造하여 使用했으나 振動式 feeder보다는 더 均一한 原料 供給을 保障하였다. Kiln下部에는 加熱時에 흐름모양을 관찰하기 위해 半円式電氣爐(40cm 길이)를 附設하여 開閉할 수 있도록 하였다.

하련 實際 熱分解用 Rotary Kiln을 만들어서 研究한 結果는 本 研究에 앞서 遂行하에 이미 報告하였다. [11]

c) 實驗方法.

톱밥을 후퍼에 充分量넣고 feeder를 작동시켜 一定量이 連續的으로 管속으로 들어가게 하였다. 톱밥의 흐름이 定常狀態가 될때까지 기다렸다가(feed量에 따라서 그 時間이 심히 다르다) 每分마다 流出量을 計量하고 Kiln의 回轉을 停止시켜, 그の内容物을 計測容器에 쏟고 計量 하였고 이로부터 平均滯溜時間을 算出하였다.

混合度を 測定할 때는 Tracer의 一定數를 同時에 注入하고 그의 分散度を 세어서 算出하였다. 이 때 특히 긴막대를 사용하여 feed속에 파무친 tracer를 찾아내어 注入한 數와 맞아야 한다. 各位置에서 測定한 tracer의 濃度에 대한 data를 normalization하고, 混合度, 平均滯溜時間 및 平均滯溜時間 分布를 求했으며, multi-regression method에 의해서 各實驗係數들간의 相關關係式을 求하였다.

III. 實驗結果 및 考察

a) 平均滯溜時間, \bar{t}

이에 영향을 주는 操業變數는 Kiln의 回轉數(rp m), 傾斜角(α), 및 Feed量 임으로 이들을 變化시키면서 平均滯溜時間을 測定한 結果를 Fig. 4와 Fig. 5에 나타내었다. (이들에 의하면 \bar{t} 는 feed量에 무관하고 다만 경사각에만 左右됨을 알 수 있다) 回轉數가 60rpm以上으로 되면, 滯溜時間은 feed量에 分明히 無關하고 一定하나, 低回轉數가 되면 약간 감소하고 있다. (Fig 5 참조)

Fig 6에는 傾斜角의 영향을 나타내었는데 低回轉數에서는 傾斜角의 영향이 크게 作用하여 滯溜時間에 큰차를 나타내는 반면 高回轉數가 되면 그차가 좁혀진다. 즉 回轉數가 物質輸送에 영향이 커진다. 만약 傾斜角이 점점 더 커지면 曲線은 거의 垂直으로 되어 滯溜時間은 回轉數에 無關해 질것이다. 따라서 物質의 輸送에 物質의 物生인 密度가 無關하다는 것을 알 수 있다.

以上の 結果를 가지고 Kiln內에서의 平均滯溜時間 \bar{t} 은, 回轉數N, 傾斜角 α 및 原料의 投入速度 \dot{v}

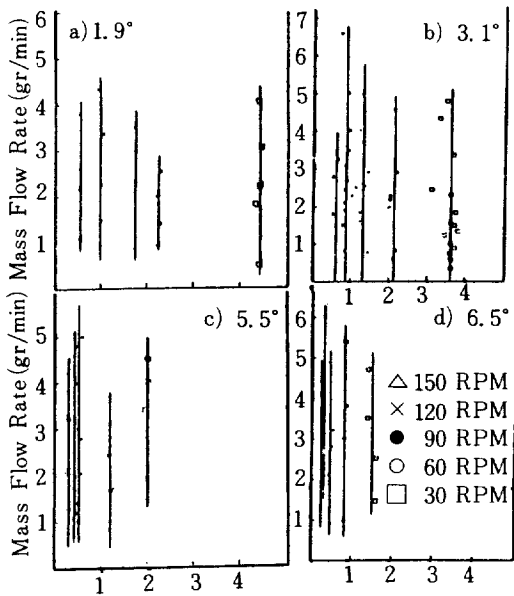


Fig. 4. The effect of RPM and mass flow rate on \bar{t} at inclination angles

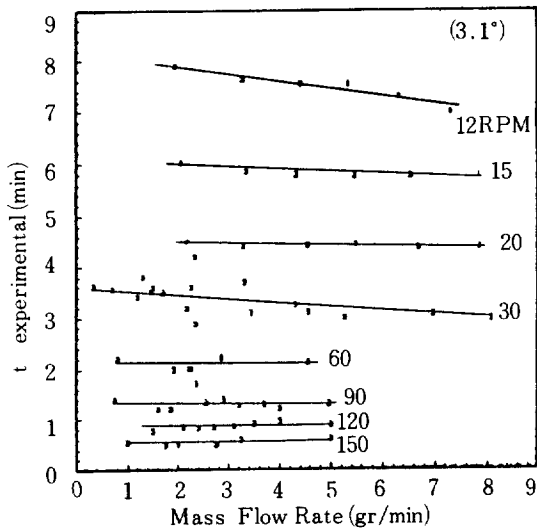


Fig. 5. Effects of feed rate on the holding time

와의 相關關係를 151個의 實驗data로 Regression한 結果 다음과 같은 實驗式을 얻었다.

$$\bar{t} = \frac{10.124}{\dot{v}^{0.057} N^{1.062} (\tan \alpha)^{0.856}}$$

위式에서 보면 \dot{v} 는 \bar{t} 에 거의 영향을 미치지 못하며 이式과 實驗에서 구한 체류시간의 상관關係를 보면

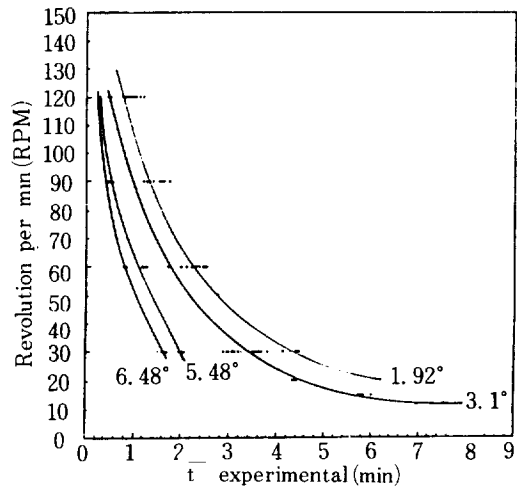


Fig. 6. Effect of inclination angle and RPM on the holding time

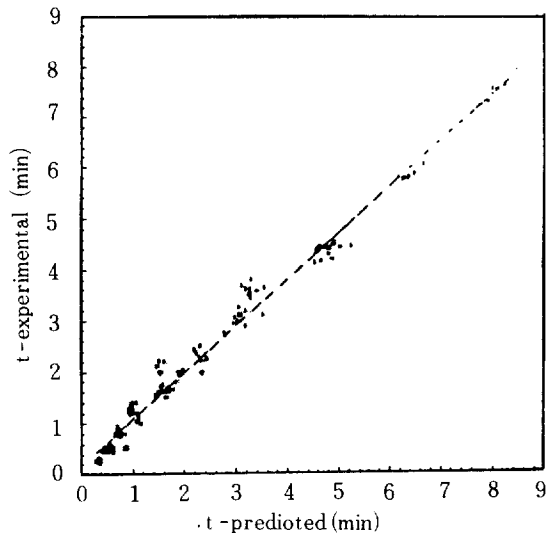


Fig. 7. Comparison between mean holding time predicted with empirical equation ($\bar{t} = 10.124 / \dot{v}^{0.057} N^{1.062} \tan \alpha^{0.856}$) and the experimental data.

잘 一致함을 Fig 7으로 부터 알 수 있다. 문헌에 報告된 式들과 比較하기 위해 다음Table 1에 함께 실었는데 서로 틀리는 것은 使用한 物質, 實驗條件 등의 差異에 기인한다고 생각 된다.

b) Flow pattern

Visual experiment의 利点を 통해 個個粒子的舉動을 관찰할 수 있었고 混合度를 쉽게 測定할 수 있었

Table 1. Correlations from Literatures

Authors	Correlations
Saeman	$\bar{i} = 11.7 \frac{L}{N \alpha D}$
Bayard ⁽¹³⁾	$\bar{i} = 0.185 \frac{(\alpha + 24)L}{N \alpha D}$
Sullivan et. al.	$\bar{i} = 0.031 \frac{\sqrt{\alpha} L}{N \alpha D}$
李康雄 ⁽¹⁴⁾	$\bar{i} = 1.94 \frac{\dot{v}^{0.111}}{N^{0.93} D_p^{0.062} \tan \alpha^{0.68}}$
劉永哲 ⁽¹⁵⁾	$\bar{i} = 0.463 \frac{\dot{v}^{0.24}}{N^{0.92} D_p^{0.37} \tan \alpha^{0.85}}$
本研究	$\bar{i} = 1.0124 / \dot{v}^{0.057} N^{1.062} \tan \alpha^{0.856}$

다. Fig 8은 각 회전수마다 톱밥의 흐름과 tracer의 분포모양을 촬영한 것으로, 저회전속도(30~60rpm)에서는 혼합됨이없이 plug flow에 가까운 흐름을 보이며,反面에 고회전속도(90~120rpm)에서는 많이 분산된 흐름을 識別할 수 있다. 詳細히 보면赤色 或은 青色tracer粒子가 넓게 分散되어 있음을 發見할 수 있다. 그러므로 radial mixing은 axial mixing에 비해 무시할 수 있어 axial dispersion model을 應用할 수 있을 것이다.

硝子管의 背景에는 cm의 눈금을 그려넣어서 t-racer의 濃度を Counting하는데 용이 하였다. 實際

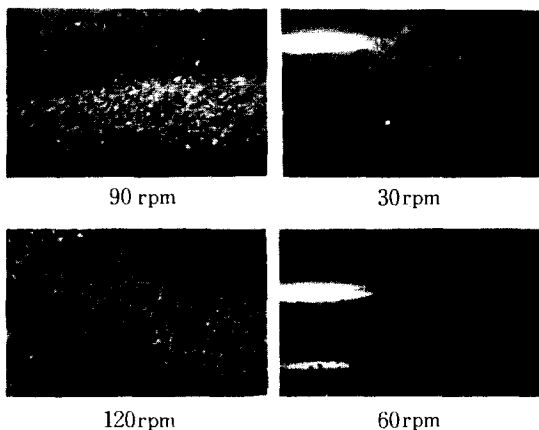


Fig. 8. Flow pattern of saw dust and tracer in rotary kiln

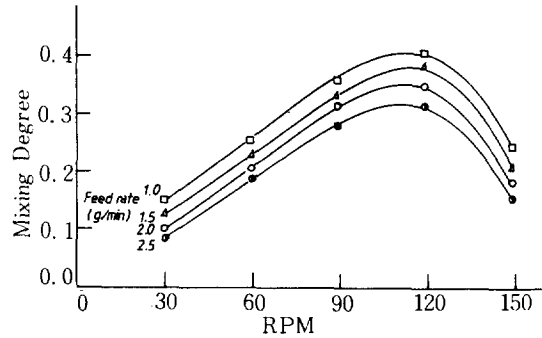


Fig. 9. Effect of RPM on the mixing degree

pyrolysis하는 동안에 흐름모양은 관찰하기 위해, 硝子管 끝部分에 附設된 炉를 加熱하여 熱分解가 일어나도록 하였으나, 톱밥이 Char로 變하면서 體積 減退는 있었으나, 흐름모양은 cold test때와 같았다. 따라서 滯溜時間에는 變動이 없다고 본다.

c) 混合度

다음 Fig 9은 Kiln의 回転數(N)와 混合度와의 關係를 나타내었다. 予見할 수 있는바와 같이 回転數가 增加하면 tumbling效果가 커지므로 120rpm 까지 混合度는 最高로 增加하다가, 감소하는 현상을 나타내고 있다. Feed rate가 적을때(예 1g/min), 混合度는 最高約 40%에 이르고 있다. 混合度に 미치는 Feed量의 影響을 Fig10에 나타내었는데, 이로보아 Feed量이 적을수록, 混合이 잘 되며 1 g/min

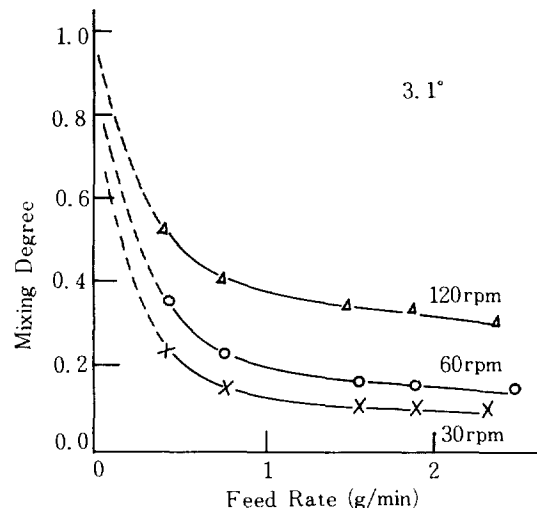


Fig. 10. Effect of feed rate on the mixing degree

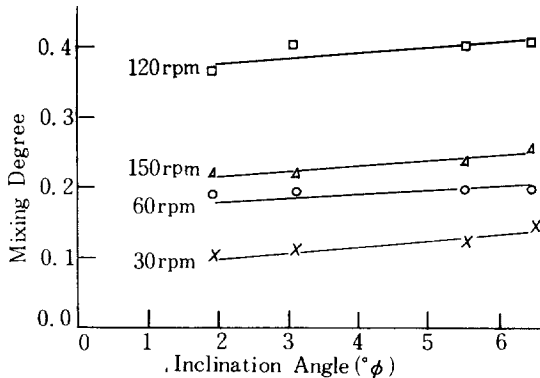


Fig. 11. Effect of inclination of kil on the mixing degree

以下, (fill angle 3.1°) 또는 斷面積 充填比 0.6% 以下에서는 그 영향이 크나, 이 이상이 되면, 점점 없어짐을 알 수 있다.

傾斜角과 混合度와의 關係는 Fig. 11에 나타내었는데, 各 경우 傾斜角의 增加로 混合度는 서서히 증가하고 있다. 다시 말하면 軸方向 흐름의 混合寄与는 比較的 적은 편이라고 판단한 수 있다. 120rpm의 경우가 가장 높은 混合度を 역시 나타내고 있다. Fig. 12은 各 回轉速度에 대한 tracer의 分布度를 比較하기 위해서 normalization하여 나타낸 것으로서 120rpm의 경우는 상당히 넓게 ($\tau = \pm 55 \text{ sec}$) 分布되었으나 30rpm의 경우는 대단히 좁게 ($\tau = \pm 5 \text{ sec}$) 分布되어 있다.

이제까지의 實驗結果로부터, Rotary Kiln內에서 原料의 混合度を 操業變數인 回轉速度(N), 傾斜角(α) 및 原料投入速度(\dot{v})의 函數로 45개의 實驗da-

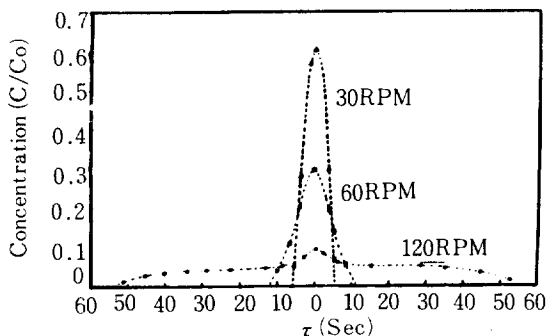


Fig. 12. Normalized curve of tracer distribution in rotary kiln

ta를 regression한 結果 다음과 같은 實驗式을 얻었다.

$$M. D. = \frac{0.091 N^{0.634} \tan \alpha^{0.632}}{\dot{v}^{0.617}}$$

이式에서 보면 앞서 言及한바와 같이 feeding速度가 增加할 수록 混合度는 떨어지며 回轉速度와 傾斜角이 增加하면 混合度도 커진다. 이 實驗式과 實驗值와의 相關關係를 Fig. 13에 나타낸 바와같이, 많은 산란을 보이나, 實驗式과 相關關係가 적은, 즉 誤差가 큰 값은 120rpm以上에서 混合度가 다시 떨어지기 시작하기 때문에 나타나는 현상이다. 따라서 위 實驗式은 120 rpm以下에서 比較的 잘 맞는 것을 알 수 있다.

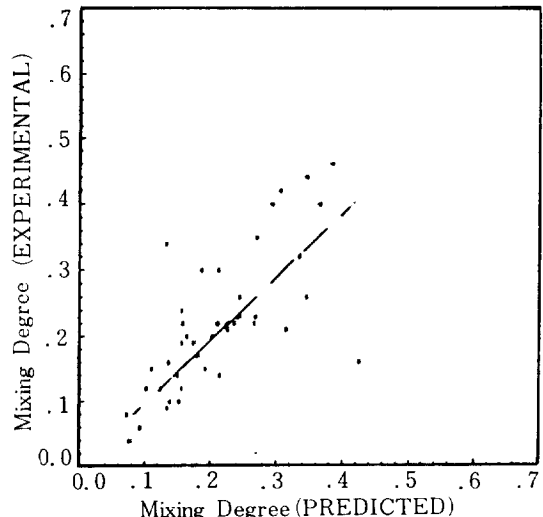


Fig. 13. Comparison between mixing degrees predicted with empirical equation ($MD = 0.091 N^{0.634} \tan \alpha^{0.632} / \dot{v}^{0.617}$) and the experimental data.

d) 熱分解.

Kiln內에서 熱分解過程을 理解하기 위해서 間接的인 方法으로 TGA - Analysis를 행하였다. Fig. 14에는 重量減少에 대한 TGA - 曲線인데 100°C 近方에 약간의 重量減少(揮發分)가 일어나며 230°C 以上에서 부터 급격한 變化가 일어나고 400°C 近處에서 거의 一次熱分解가 끝나는 셈이다. 550°C 까지 pyrolysis를 한다면 約20%의 殘査가 남게된다. 그러므로 pyrolysis를 위한 Rotary Kiln의 溫度 profile 은

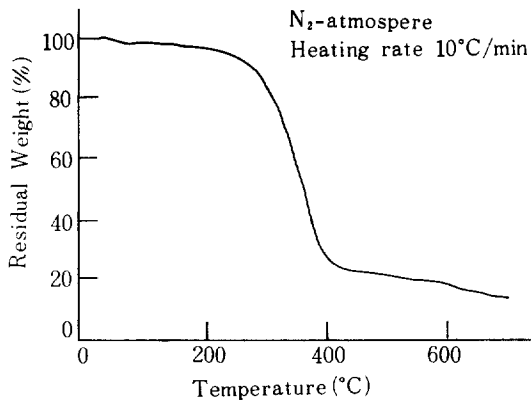


Fig. 14. TGA-Analysis of saw-dust

이 熱分解曲線에 맞게 制御되어야 할것이다. 卽, 500°C 까지 pyrolysis한다면, 約250°C 까지 (여기까지 化學的 水分의 分離)를 予熱領域으로, 그다음은 熱分解領域으로 그리고 冷却部分으로 나누어 貯야할 것이다.

Initial rate method 에 依해서 決定한 Wood-pyrolysis의 primary reaction의 rate law는 0~ 1st order reaction으로 알려져 있다[12, 16]. 만약 plug flow reactor의 Design式을 應用할 수 있다고 假定하면 (Amudson은 plug flow라고 假定하고 modelling하였음[17]) 伝化率80%까지 일어나는데 必要한 滯溜時間은 0.7min가 된다. 이것은 熱分解部分만 通

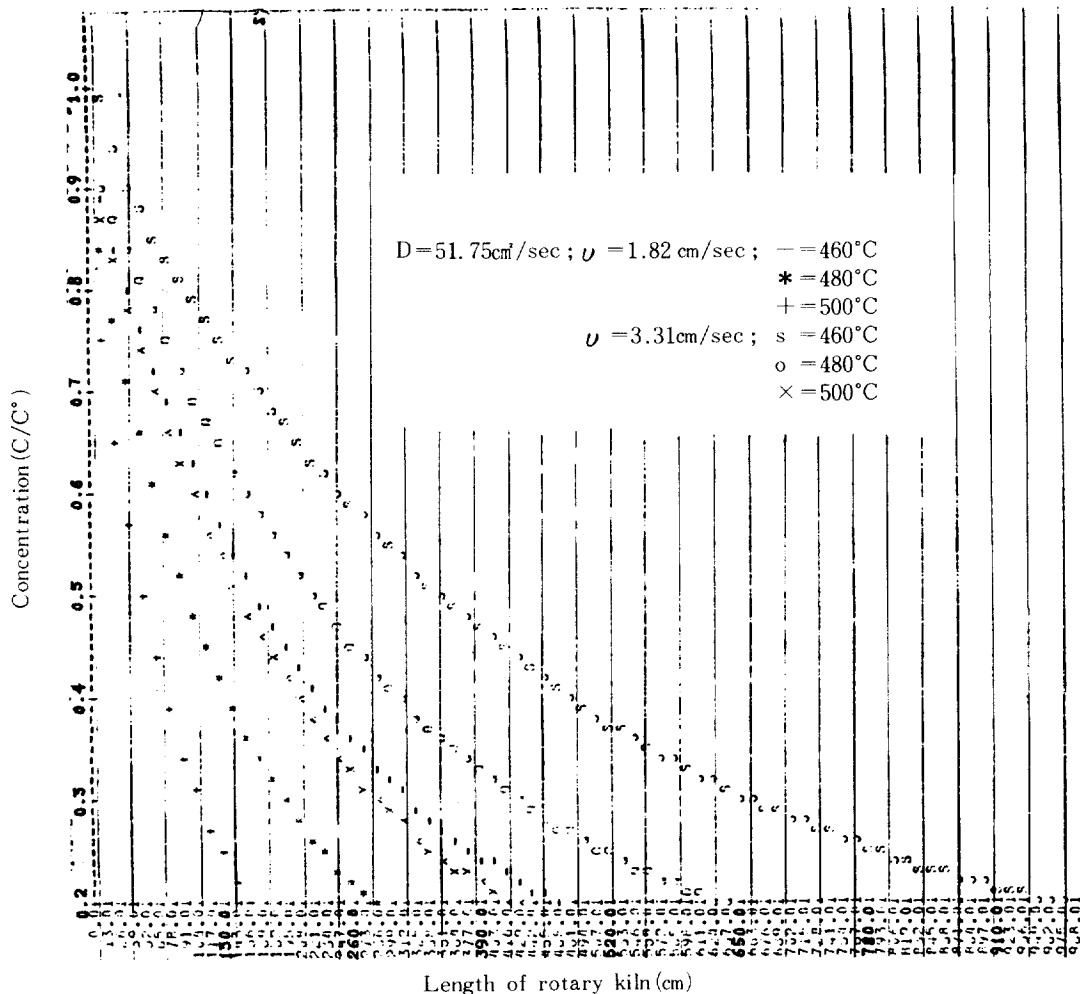


Fig. 15. Prediction of the necessary length for the wood pyrolysis in rotary kiln

過하는데 要하는 時間이다. 그래서 式(3)과(4)를 利用해서 Kiln內의 軸方向位置에 따른 濃度變化曲線을 Computer에 의해 구한 結果를 Fig. 15에 나타내었다. 이때 D의 값은 式(15)에 의해서 얻은 값 120rpm의 경우 51.75cm/s를 사용하였고 滯溜時間으로부터 구한 速度 $\dot{v}=1.82\text{cm/sec}$ 와 3.31cm/sec 를 各各 使用하였다. 溫度는 460, 480, 500°C의 3가지로 變化시켰다. 이그림에서 세로軸은 濃度를, 가로軸은 長이를 나타내었는데, 즉 80%濃度減小(重量減小와 같은 뜻으로) 하는데 必要한 爐의 長이를 나타내었는데, feeding速度와 濃度에 의해서 크게 달라짐을 알 수 있다. 가령 feeding速度를 1.82cm/sec 로 하고 460°C와 500°C의 溫度로 pyrolysis하면, 各各 必要한 爐의 長이는 442cm와 156cm가 되는데 feeding rate를 3.31cm/sec 로 증가하면 910cm와 403cm가 必要하게 된다.

IV. 結論

Rotary Kiln을 사용하여 톱밥을 熱分解 하기 위한 爐의 動特性을 조사한 結果는 다음과 같이 要約할 수 있었다.

物質의 滯溜時間은 다음 相關關係式과 같이 mass flow rate에는 거의 無關하고 回轉數와 傾斜角에 의해서 영향받는다. $\bar{t}=10.124\dot{v}^{-0.057}N^{-1.062}\tan\alpha^{-0.856}$

2. 混合度는 다음 相關關係式과 같이 mass flow rate에 反比例하고 回轉速度와 傾斜角은 비슷하게 比例하고 있다.

$$\text{Mixing degree}=0.091N^{0.634}\tan\alpha^{0.632}\dot{v}^{-0.617}(N\leq 120)$$

3. Axial Dispersion model을 適用하여 Rotary Kiln의 長이에 따른 濃度變化曲線을 prediction 했으며 pyrolysis하는데 必要한 爐의 長이는 feeding速度에 따라 溫度에 따라 크게 달라진다. 되도록 feeding rate는 낮게, 溫度는 높게 하는것이 爐의 必要長이는 크게 짧아진다.

References

- 1) Buekens, A. G & Schoesters, J. G. : American Chemical Soc., 25, 338 (1980).
- 2) University of Arkansas Thermochemical Biomass Conversion Research Staff, DOE Contracts No. DE-AC06-80CS 84003, Report to the 12th Biomass Thermochemical Conversion Contractors Meeting, Washington, D. C. March 18-19, (1981).
- 3) Guruz & Bac : The Canadian J. of Chem. Eng. ; 59, 540 (1981).
- 4) Shafizadeh, F. : Chin. P. P. S. Acs-Symp. Ser. No. 43, 57 (1977).
- 5) Yoshida, K. Kunil : D., J. Chem. Eng. Japan, 7, 34 (1974).
- 6) Caberry, J. J : Chemical & Catalytic reaction Engineering, McGrawHill Book Co. N. Y. 95P, (1976).
- 7) Tossio R. Onissi : Onoda-Brasileira Research Reports 29, 88, 62 (1977).
- 8) Heiligenstaedt, W. : Wärmetechnische Rechnungen für Industrieöfen 4. Auflage, 5489., (1966).
- 9) ZaClotony, W. W. : Intern. Chem. Eng. 5, 360 (1965).
- 10) Wen, C. Y. & Fan L. T. : "Models for Flow System and Chemical Reactor" Vol. 3, Marcel Dekker, Inc, N. Y. 113-208pp (1975).
- 11) 金志同外 5人 : 研究報告書 KE-81T-3 韓國動力資源研究所 (1981).
- 12) 崔益綬外 5人 : 研究報告書 KE-82T-9, 韓國動力資源研究所 (1982).
- 13) Bagard, R. A. : Chem. & Met., 52, 100 (1945).
- 14) 李康雄 : "로타리 킬른 내에서의 동특성연구" 고려대학교 화공과석사 논문 (1979).
- 15) 劉永哲 : "로타리 킬른 내에서의 동특성 연구* - 혼합물을 중심으로" 고려대학교 석사논문 (1981).
- 16) Thurner, F & Mann, U. : Ind. Chem. Eng. Process Des. Dev. 20, 462 (1981).
- 17) Amundson, N. R. and Arri, L. E. : A. I. Ch. E. Journal, 24, 87 (1978).

1) Buekens, A. G & Schoesters, J. G. : American